

**EXECUTIVE SUMMARY**  
**TUGAS PERANCANGAN PABRIK KIMIA**



**TUGAS PERANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT PROSES**  
**MONSANTO**  
**KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**Oleh :**

<b>Winda Prihantarawati</b>	<b>NIM. L2C607057</b>
<b>Winda Suryani Intifada</b>	<b>NIM. L2C607058</b>

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**  
**UNIVERSITAS DIPONEGORO**  
**SEMARANG**  
**2011**

## EXECUTIVE SUMMARY

JUDUL TUGAS	PERANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT PROSES MONSANTO	
	KAPASITAS PRODUKSI	100.000 ton/tahun

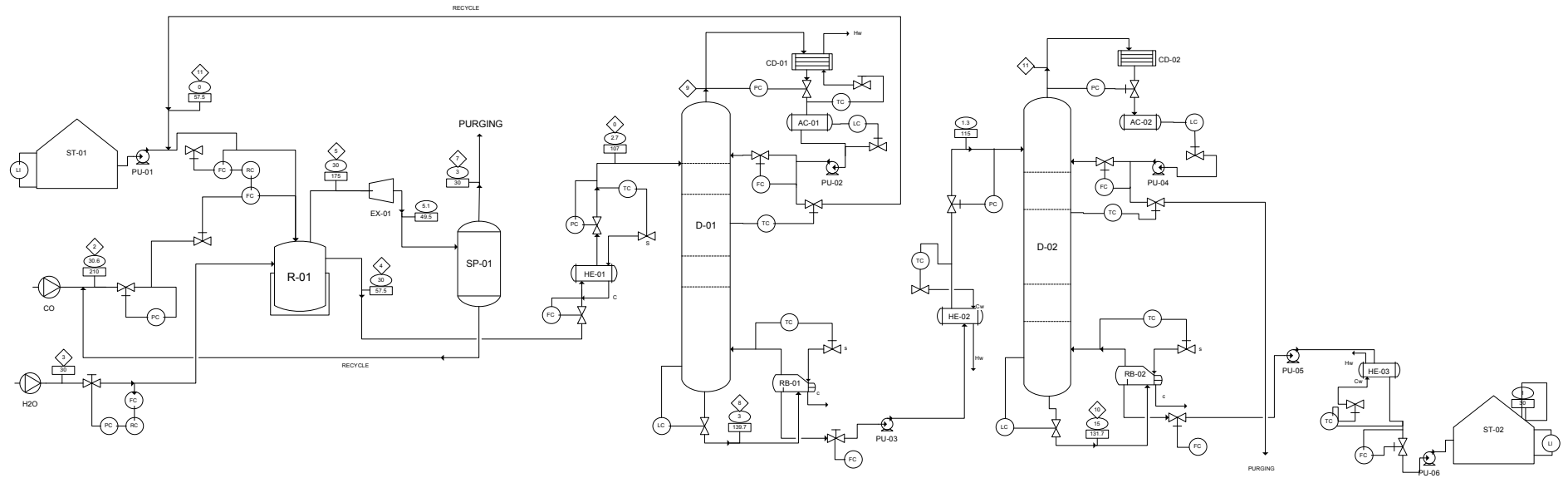
### I. STRATEGI PERANCANGAN

Latar belakang	Industri asam asetat merupakan salah satu industri kimia yang berprospek di Indonesia. Kebutuhan asam asetat di dalam negeri terus meningkat seiring dengan meningkatnya permintaan oleh industri penggunaannya. Meningkatnya kebutuhan asam asetat ini belum dapat dipenuhi seluruhnya oleh satu-satunya produsen lokal, yaitu PT Indo Acidatama Chemical Industry, sehingga ketergantungan terhadap impor dari tahun ke tahun semakin naik.
Dasar penetapan kapasitas produksi	<p>Penetapan kapasitas produksi didasarkan oleh 3 hal yaitu :</p> <ol style="list-style-type: none"><li>1. Pada tahun 2012 diperkirakan kebutuhan dextrin adalah sebesar 126.640.4 ton/tahun. Dari total kebutuhan itu hanya 36.000 ton/tahun maltodextrin yang terpenuhi.</li><li>2. Kapasitas pabrik maltodextrin minimal yang sudah ada adalah 36.000 ton/tahun sehingga produksi minimal yang dirancang lebih besar dari kapasitas tersebut yaitu 100.000 ton/tahun.</li></ol>
Dasar penetapan lokasi pabrik	<ul style="list-style-type: none"><li>• Ketersediaan bahan baku</li></ul> <p>Bahan baku methanol dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industry, Bontang dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun atau dari Pertamina di Pulau Bunyu yang mempunyai kapasitas produksi 300.000 ton/tahun. Sedangkan karbon monoksida diperoleh dari PT Pupuk Kaltim di Bontang.</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Pemasaran produk</li></ul> <p>Daerah Cilegon, Serang, Merak dan Jabotabek sebagai daerah industri merupakan lahan potensial bagi pemasaran produk. Pemilihan lokasi pabrik dekat dengan pasar disebabkan produk dextrin bersifat <i>weight gaining</i>, dimana biaya pengangkutan bahan baku lebih murah dibanding biaya pengangkutan produk. Dengan dekatnya daerah pemasaran yang potensial ini, biaya distribusi produksi dan biaya investasi dalam pembangunan storage dapat ditekan.</p>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Ketersediaan Air dan Listrik serta Utilitas Lainnya Sarana utilitas utama yaitu air dan listrik masing-masing dipenuhi dari pihak pengelola kawasan industri, baik dari sumber air tanah maupun sungai serta jaringan PLN setempat (untuk kebutuhan listrik).</li> <li>• Ketersediaan Tenaga Penyediaan tenaga kerja mempertimbangkan beberapa hal, meliputi : jumlah, kualitas, besar upah minimum, keahlian, dan produktifitas tenaga kerja. Jumlah tenaga kerja terlatih dan berpendidikan di Kaltim meningkat seiring berkembangnya sekolah-sekolah kejuruan, akademi, dan perguruan tinggi. Disamping itu terbukanya lapangan kerja baru akan menarik minat tenaga kerja dari luar Kalimantan, khususnya Pulau Jawa juga.</li> <li>• Fasilitas Transportasi Sarana transportasi sangat penting, berkaitan dengan kelancaran penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Pemasaran produk terutama dilakukan lewat jalur laut dan udara yang dominan. Sedangkan transport bahan baku tidak mengalami banyak permasalahan karena berdekatan dengan pabrik penghasil bahan baku.</li> </ul>
Pemilihan proses	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proses yang dipilih dalam produksi asam asetat ini adalah proses Monsanto.</li> </ul>
<b>BAHAN BAKU</b>	
Nama	Methanol
Spesifikasi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Berat molekul : 32,042 gr/gmol</li> <li>- Titik didih pada 1 atm : 64,7 °C</li> <li>- Titik beku pada 1 atm : -97,7° C</li> <li>- Densitas (cair, 25° C) : 0,7864 gr/cc.</li> <li>- Specific gravity : 1,11 gr/cm<sup>3</sup></li> <li>- Tekanan uap(25° C) : 127,2 mmHg</li> </ul>
Kebutuhan	8317,10 kg/jam
Asal	Bontang
Nama	Karbon Monoksida
Spesifikasi	<ul style="list-style-type: none"> <li>Berat molekul : 28,01 gr/gmol</li> <li>Densitas pada STP : 1,250 gr/cm<sup>3</sup></li> </ul>

	Temperatur kritis : -140,23° C Tekanan kritis : 34,529 atm Volume kritis : 93,06 cm <sup>3</sup>
Kebutuhan	9088,4997 kg/jam
Asal	Bontang
<b>BAHAN PENUNJANG</b>	
Nama	Air
Spesifikasi	- fase :cair - pH :6,8 - 7,5 - kadar Cl2 : max 0,5 ppm - kesadahan : max 50 ppm - kekeruhan : max 2 Ntu
Kebutuhan	1661,224Kg/jam
Asal	Sungai
<b>PRODUK</b>	
Jenis	Asam Asetat
Spesifikasi	- Berat molekul : 60,053 gr/gmol - Titik leleh pada 1 atm : 16,6° C - Titik didih pada 1 atn : 117,9° C - Specific Gravity : 1,051 gr/cm <sup>3</sup> - Temperatur kritis ( cair ) : 594,45° K - Tekanan kritis ( cair ) : 57,1 atm - moisture content : max:5% - Volume kritis ( cair ) : 2,85 cc/ gr
Laju produksi	12626,2 Kg/jam
Daerah pemasaran	Jawa dan Bali

## II. DIAGRAM ALIR DAN PENERACAAN



Arus massa(kg/jam) KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
H2			2598,787	2800,5140			2983,65	201,726	2781,923				
N2			15877,81	17110,668			17110,66	1232,85	15882,66				
CO			8851,789	9088,4997			654,6590	236,709					
CO2			8592,681	9259,6760			13257,59	666,994	12590,60				
H2O	27,9547	41,7945			1661,224	276,8710				263,0270	13,8398	63,4516	199,5754
CH3OH	7485,395	8317,10				831,7105					831,7105		
CH3COOH						12626,208				12626,208		12626,2	
CH3OCH3						538,11500				538,1150			538,1150
TOTAL	7513,349	8358,9	35921,87	38259,358	1661,224	14272,905	34006,57	2338,28	31255,18	13427,350	845,5503	12689,6	737,6904

## II.1. Peneracaan

### II.1.1 Neraca Massa

#### 1. Neraca massa di sekitar reaktor R-01

No	Komponen	Input			Output	
		Arus 1 (kg)	Arus 2 (kg)	Arus 3 (kg)	Arus 4 (kg)	Arus 5 (kg)
1.	CH <sub>3</sub> OH	995			99,5	
2.	CO		1087,2782			78,3188
3.	H <sub>2</sub> O	5		165,6143		
4.	CH <sub>3</sub> COOH				1510,5108	
5.	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>				64,3763	
6.	CO <sub>2</sub>		1107,7625			1586,0456
7.	H <sub>2</sub>		335,0338			356,9429
8.	N <sub>2</sub>		2047,5802			2047,5802
	Subtotal	1000	4577,6547	165,6143	1674,3871	4068,8875
	TOTAL	5743,2746			5743,2746	

#### 2. Neraca massa di sekitar kolom distilasi 1

No.	Komponen	Input	Output	
		Arus 4 (Kg)	Arus 7 (Kg)	Arus 8 (Kg)
1	CH <sub>3</sub> OH	99,5		99,5
2	H <sub>2</sub> O	33,1229	31,4667	1,6557
3	CH <sub>3</sub> COOH	1510,5108	1510,5108	
4	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	64,3763	64,3763	
	Sub Jumlah	1707,51	1606,3538	101,1557
	Jumlah	1707,51	1707,51	

#### 3. Neraca massa di sekitar kolom distilasi 2

No.	Komponen	Input	Output	
		Arus 7 (Kg)	Arus 9 (Kg)	Arus 10 (kg)
1	H <sub>2</sub> O	31,4667	7,5909	33,8758
2	CH <sub>3</sub> COOH	1510,5108	1510,5108	
3	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	64,3763		64,3763
	Sub Jumlah	1606,3538	1526,1017	80,254
	Jumlah	1606,3538	1606,3538	

4. Neraca massa di sekitar separator 1 (SP-01)

No.	Komponen	Input	Output	
		Arus 5 (Kg)	Arus 6 (Kg)	Arus 7 (Kg)
1	CO	78,3188	78,3183	
2	CO2	1586,0456	79,7945	1506,2511
3	H2	356,9429	24,1331	332,8098
4	N2	2047,5802	147,4902	1900,09
	<b>Sub Jumlah</b>	<b>4068,887</b>	<b>329,7361</b>	<b>3739,1509</b>
	<b>Jumlah</b>	<b>4068,887</b>	<b>4068,887</b>	

II.1.2 Neraca Panas

1. NERACA PANAS DI REAKTOR (R-01)

NO	KOMPONEN	Q MASUK (KJ/JAM)			Q KELUAR (KJ/JAM)	
		Q1	Q3	Q2	Q5	Q6
1	CH3OH	2131631,977				349231,786
2	H2O	29630,917	1177675,689	3798824,089		175813,992
3	H2			1908479,866	6444214,326	
4	CO			1338980,340	102816,466	
5	CO2			1233769,583	1838036,043	
6	N2				2676486,243	
7	CH3COOH					4433336,614
8	CH3OCH3					283093,859
9	PANAS REAKSI	21287469,78		8337237,512		
10	AIR PENDINGIN					22123106,49
	JUMLAH	24626708,36		16607291,33	11061553,08	28207320,17
		41233999,69			41233999,69	

2. NERACA PANAS DI EXPANDER (EX-01)

NO	KOMPONEN	Q MASUK (Q5) KJ/JAM	Q KELUAR (Q6) KJ/JAM
1	H2	6444214,326	1038576,514
2	CO	102816,466	284613,661
3	CO2	1838036,043	432584,063
4	N2	2676436,243	16565,863
5	KERJA		9289312,979
	JUMLAH	11061553,08	11061553,08



3. NERACA PANAS DI SEPARATOR (SP-01)

NO	KOMPONEN	Q MASUK (Q6) KJ/JAM	Q KELUAR (KJ/JAM)	
			Q7	Q8
1	H2	1038576,514	49297,345	679843,410
2	CO	284613,661	4846,344	0
3	CO2	432584,063	8067,552	152293,345
4	N2	16565,863	25059,26	322836,545
	JUMLAH		87270501	1684969,6
		1772240,101	1772240,101	

4. NERACA PANAS DI HEAT EXCHANGER 1 (HE-01)

NO	KOMPONEN	Q MASUK (KJ/JAM)	Q KELUAR (KJ/JAM)
1	CH3OH	349231,786	70870,8
2	H2O	175813,992	96664,72
3	CH3COOH	4433336,859	4270794,195
4	CH3OCH3	283093,859	38182,386
5	AIR PENDINGIN		764964,151
	JUMLAH	5241476,252	5241476,252

5. NERACA PANAS DI KOLOM DISTILASI 1 (D-01)

NO	KOMPONEN	Q MASUK, Q9 (KJ/JAM)	Q KELUAR (KJ/JAM)	
			Q11 (DISTILAT)	Q10 (RESIDU)
1	CH3OH	70870,8	1717,325	
2	H2O	96664,72	62680,420	126595,14
3	CH3COOH	3270794,195		3312409,804
4	CH3OCH3	38182,386		195546,949
5	PANAS YG DILEPAS			
6	AIR PENDINGIN		62268,719	
7	STEAM			126660,464
	JUMLAH		126660,464	4349851,647
		4476512,101	4476512,101	

6. NERACA PANAS DI HEAT EXCHANGER 2 (HE-02)

NO	KOMPONEN	Q MASUK, Q11 (KJ/JAM)	Q KELUAR, Q12 (KJ/JAM)
1	H2O	126595,14	98937,237
2	CH3COOH	3312409,804	2561205,066
3	CH3OCH3	195546,949	89163,164
4	AIR PENDINGIN		885246,427
	JUMLAH	3634551,893	3634551,893

7. NERACA PANAS DI KOLOM DISTILASI 2 (D-02)

NO	KOMPONEN	Q MASUK, Q12 (KJ/JAM)	Q KELUAR (KJ/JAM)	
			Q14 (DISTILAT)	Q13 (RESIDU)
1	H <sub>2</sub> O	98937,336	60088,179	28369,710
2	CH <sub>3</sub> COOH	2561265,066		2066409,114
3	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	89163,164	112839,630	
4	AIR PENDINGIN		118936,763	
5	STEAM			362662,079
	JUMLAH		291864,563	2457440,903
		2749305,466	2749305,466	

8. NERACA PANAS DI HEAT EXCHANGER 3 (HE-03)

NO	KOMPONEN	Q MASUK, Q14 (KJ/JAM)	Q KELUAR, Q15 (KJ/JAM)
1	H <sub>2</sub> O	28367,71	1329,555
2	CH <sub>3</sub> COOH	2066409,114	52017,582
3	AIR PENDINGIN		2041431,687
	JUMLAH	2094776,824	2094776,824

### III. PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

1. Peralatan Proses

TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU METHANOL (ST-01)		
Fungsi	Menyimpan bahan baku methanol dalam bentuk cair pada T = 30° C dan P = 1 atm	
Tipe	Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof	
Material	Carbon steel tipe SA-283 grade c	
Jari-jari tangki	15,24 m	
Jumlah course	6 buah	
Tebal shell tiap course	0,79 ; 0,68 ; 0,56 ; 0,45 ; 0,33 ; dan 0,22 inch.	
Diameter	2,95 m	
Volume	48,4 m <sup>3</sup>	
Tebal	1,875 in	
Jenis <i>head</i> dan <i>bottom</i>	<i>Thorispherical</i>	
<i>Head</i> dan <i>bottom</i>	Tebal	1,875 in
	Tinggi	0,767 m
Jenis pengaduk	marine propeller (3 blades dan 4 baffle)	

Pompa ( PU-01 )			
Fungsi	Mengalirkan methanol dari tangki penyimpanan		
Tipe	Pompa sentrifugal		
Bahan konstruksi	Carbonsteel SA 283 Grade C		
Kapasitas	41,894 galon/menit		
Power teoritis	1,4491 HP		
Power actual	3,623 HP		
Power motor	5 HP		
Schedule	40		
ID	2,649 in		
REAKTOR (R – 01)			
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara Reaktan CH <sub>3</sub> OH dengan CO		
Bahan Konstruksi	SA 182 Type 304		
Kondisi operasi	Carbon steel SA-53 grade B		
Kondisi	Temperatur : 175 °C Katalis : Rhodium Kompleks dengan promotor HI	Tekanan : 30 atm Waktu tinggal : 1,3 jam	
Dimensi Reaktor	Diameter = 3 m	Tinggi = 4,338 m	Tebal Shell = 2,5 inch
Head and Bottom	Type : Elliptical Dishead	Tebal : 2,25 inch	
Sparger	Diameter Orifice : 3 mm	Jumlah Orifice : 1605 buah	
Pendingin	Type : Jacket	Tebal : 0,3125 m	
EXPANDER (EX-01)			
Fungsi	Menurunkan tekanan gas CO		
Jenis	Ekspander sentrifugal		
Kapasitas	0,814 m <sup>3</sup> /detik		
Tenaga	112,681 HP		
MENARA DESTILASI (D-02)			
Fungsi	memisahkan methanol dan air dari produk asam asetat		
Jenis menara	tray tower (sieve tray)		
Bahan konstruksi	carbon steel SA 283 grade C		
Jumlah plate actual	62 buah		

Lokasi umpan masuk	plate ke-23 dari atas		
Rmin	1,9396		
R	2,33 (pendingin air)		
Kondisi operasi menara	Kondisi umpan	suhu : 388,15 K	tekanan : 1,3 atm
	Kondisi atas kolom	suhu : 372,95 K	tekanan : 1 atm
	Kondisi bawah kolom	suhu : 404,85 K	Tekanan : 1,5 atm
Dimensi kolom	Seksi atas menara	Diameter : 4,9129 ft	Tebal shell : ¼ in
		Tebal head : ¼ in	Tinggi head :12,651 in
		Tray spacing: 0,6096 m	
	Seksi bawah menara	Diameter : 5,4320 ft	Tebal shell : ¼ in
		Tebal head : 5/16 in	Tinggi head :14,298 in
		Tray spacing : 0,6096m	Tinggi menara:37,87m
KONDENSOR (CD-02)			
Fungsi	mengembunkan hasil atas menara destilasi (D-02)		
Shell side	h outside (Btu/jam.ft².°F) = 167,4546	U <sub>D</sub> = 117,588 Btu/jam.ft².°F	
	U <sub>C</sub> = 151,76 Btu/jam.ft².°F	R <sub>d</sub> = 0,001915	
	ΔP perhitungan (psi) : 1,1056	ΔP diijinkan (psi) : 2,0	
Tube side	h outside (Btu/jam.ft².°F) = 1619,2	U <sub>D</sub> = 117,588 Btu/jam.ft².°F	
	U <sub>C</sub> = 151,76 Btu/jam.ft².°F	R <sub>d</sub> = 0,001915	
	ΔP perhitungan (psi) : 1,9945	ΔP diijinkan (psi) : 10,0	
REBOILER (RB-02)			
Fungsi	menguapkan kembali hasil bawah menara destilasi (D-02)		
Shell side	h outside (Btu/jam.ft².°F) = 1500	U <sub>C</sub> = 250 Btu/jam.ft².°F	
	U <sub>D</sub> = 166,608 Btu/jam.ft².°F	R <sub>d</sub> = 0,0020	
	Δ perhitungan (psi P) = 0,1398	ΔP diijinkan (psi) : diabaikan	

<b>Tube side</b>	h outside (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F) : 1500	U <sub>C</sub> = 250 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	U <sub>D</sub> = 166,608 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	Rd = 0,0020
	Δ perhitungan (psi P) : 3,2387	ΔP diijinkan (psi) : 10,0
<b>HEAT EXCHANGER (HE – 03)</b>		
Fungsi	Menurunkan suhu produk asam asetat sebelum masuk tangki penyimpanan.	
<b>Shell side</b>	h outside (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F) = 638,36	U <sub>C</sub> = 98,0724 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	U <sub>D</sub> = 75,528 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	Rd perhitungan = 0,0030
	Rd yang diizinkan = 0,002	ΔP perhitungan (psi) = 3,1014
	ΔP yang diizinkan (psi) = 10	
<b>Tube side</b>	h outside (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F) = 115,875	U <sub>C</sub> = 98,0724 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	U <sub>D</sub> = 75,528 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	Rd perhitungan = 0,0030
	Rd yang diizinkan = 0,002	ΔP perhitungan (psi) = 0,0203
	ΔP yang diizinkan (psi) = 2	

## 2. Utilitas

<b>AIR</b>	
Air untuk keperluan umum ( <i>service water</i> )	51,3 m <sup>3</sup> /hari
Air untuk proses	12740,571 m <sup>3</sup> /hari
Air untuk steam	145,283 m <sup>3</sup> /hari
Total kebutuhan air	12937,154 m <sup>3</sup> /hari
Didapat dari sumber	Sungai Wai Seputih
<b>STEAM</b>	
Kebutuhan steam	64968.802 lb/jam
Jenis boiler	Water Tube Boiler
<b>LISTRIK</b>	
Kebutuhan listrik	772,633 kW
Dipenuhi dari	Pembangkit: PLN

<b>BAHAN BAKAR</b>	
Jenis	solar
Kebutuhan	60992,456 liter/hari
Sumber dari	Pertamina

#### **IV. PERHITUNGAN EKONOMI**

Plant Start Up	Rp. 58.140.462.168	
Fixed capital	Rp. 143.955.784.327	
Working capital	Rp. 29.514.024.787	
Total capital investment	Rp. 173.469.809.114	
ANALISIS KELAYAKAN		
Return on Investment (ROI)	Before tax : 23,89 %	After tax : 16,72 %
Pay Out Time (POT)	Before tax : 2,95 tahun	After tax : 3,74 tahun
Break Even Point (BEP)	39,07%	
Shut Down Point (SDP)	21,35 %	
Discounted Cash Flow (DCF)	38,7 %	